

# Perbandingan Kinerja Sistem Kontrol Berumpan Balik (*Feedback*) Dengan Sistem Kontrol Berumpan Maju (*Feedforward*) Pada Jaringan Penukar Panas (*Heat Exchanger*)

**Fendy Santoso**

Dosen Fakultas Teknologi Industri, Jurusan Teknik Elektro – Universitas Kristen Petra  
email: fendy@petra.ac.id

## Abstrak

Dalam proses industri terdapat banyak variabel yang harus dikontrol. Tindakan kontrol dapat dilakukan secara manual oleh operator, tetapi karena dalam proses industri terdapat ratusan variabel yang harus dikontrol, sehingga konsekuensinya dibutuhkan ratusan operator. Karenanya langkah yang paling tepat adalah menerapkan kontrol otomatis dalam proses industri.

Panas proses digunakan untuk banyak aplikasi yang bervariasi. Persyaratan suhu tergantung pada jenis industri meliputi, suhu tinggi sampai sekitar 1500°C. Industri kimia adalah contoh industri dengan suhu antara 500-600°C. Industri logam non besi, serta produksi hidrogen adalah aplikasi-aplikasi yang menggunakan suhu antara 600 - 1000°C.

Paper ini membahas perbandingan kinerja sistem kontrol dengan umpan maju (*feedforward*) dengan umpan balik (*feedback*) untuk pengendalian panas pada *plant heat exchanger*. Langkah awal dalam simulasi adalah penurunan model matematis. Setelah itu dilakukan simulasi dengan menggunakan program Matlab. Dari hasil simulasi terlihat bahwa tiap-tiap strategi kontrol mempunyai kelebihan dan kekurangannya sendiri. Sehingga penggabungan keduanya akan menghasilkan respon yang lebih baik.

Kata kunci: sistem kontrol, umpan balik, umpan maju, jaringan penukar panas.

## Abstract

*In industrial process, there are many variables that must be controlled. Control Action can be done manually by operator, but because in industrial process contains hundred of variables that must be controlled, so the consequence is hundred of operators are needed. Therefore the best way is applied automatic s control in industrial process.*

*Process heat is used for many various applications. Temperatures depend on industry type, such as high heat up to 1500 °C. Chemical industry is an example of industry with temperature range between 500-600°C. Non-iron metal industry, and hydrogen production are applications that use temperature range between 600 - 1000°C*

*This paper explained about the comparison between feedforward and feedback control system on heat exchanger plant. After mathematical models can be obtained, the next step was to simulate system performance by using Matlab. From the simulation result, was obtained that every control strategy had its strength and weaknesses. So their combination will give better response.*

*Keywords: control system, feedback, feedforward, and heat exchanger.*

## 1. Pendahuluan

Ada tiga operasi dasar dalam setiap sistem kontrol, yaitu: *measurement* (M), *decision* (D) dan *action* (A). Pada tindakan *measurement* dilakukan proses pengukuran oleh sensor. Berdasar hasil pengukuran tersebut kontroler kemudian memutuskan apa yang harus dilakukan agar variabel yang dikontrol dipertahankan pada nilai *setting pointnya*.

Sebagai hasil keputusan kontroller melakukan aksi, dalam hal ini dilakukan oleh elemen *final control*.

Dalam pembahasan selanjutnya sistem kontrol akan diwakili oleh model matematikannya.

## 2. Model Matematika Sistem

Pemodelan berarti menyatakan sistem dalam dunia nyata (*real world*) menjadi bentuk persamaan matematika. *Modeling* juga dapat

**Catatan :** Diskusi untuk makalah ini diterima sebelum tanggal 1 Juli 2003. Diskusi yang layak muat akan diterbitkan pada Jurnal Teknik Mesin Volume 5 Nomor 2 Oktober 2003.

diartikan sebagai usaha menirukan kelakuan proses (*real world system*) didalam usaha untuk memahaminya. Hal tersebut dilakukan dengan menyusun hubungan-hubungan fisik dari sistem sesungguhnya dengan menggunakan hukum-hukum ilmu alam.

Dengan pemodelan dapat berbicara banyak mengenai suatu sistem tanpa harus menghadirkan sistem tersebut. Dengan penyusunan model maka sifat (karakteristik) sistem akan lebih mudah dianalisis/dipelajari. Selain itu *modeling* merupakan usaha yang tidak membutuhkan biaya banyak dan resiko yang kecil.

### 3. Dinamika Sistem

Dinamika sistem orde satu dapat dinyatakan dalam bentuk persamaan diferensial:

$$\tau \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = u(t) \quad (1)$$

Dalam bentuk fungsi alih:

$$T(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (2)$$

Sedangkan tanggapan sistem untuk masukan tangga satuan (*unit step*):

$$u(t) = 1, \text{ atau } u(s) = 1/s$$

$$y(t) = [1 - e^{-t/\tau}] \quad (t \geq 0) \quad (3)$$

Dinamika sistem orde dua dapat dinyatakan dalam bentuk persamaan diferensial:

$$\frac{d^2 y(t)}{dt^2} + 2\zeta\omega_n \frac{dy(t)}{dt} + \omega_n^2 y(t) = \omega_n^2 u(t) \quad (4)$$

Fungsi alih dalam bentuk Transformasi Laplace:

$$T(s) = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (5)$$

dengan tanggapan sistem untuk masukan tangga satuan (*unit step*):

$$u(t) = 1, \text{ atau } u(s) = 1/s \quad (6)$$

Tanggapan langkah (*step response*):

$$0 < \zeta < 1 \quad (7)$$

$$y(t) = 1 - \frac{e^{-\zeta\omega_n t}}{\sqrt{1-\zeta^2}} \sin\left[\omega_d t + \tan^{-1} \frac{\sqrt{1-\zeta^2}}{\zeta}\right]; (t \geq 0)$$

$$\zeta = 1 \longrightarrow y(t) = 1 - e^{-\omega_n t} - \omega_n t e^{-\omega_n t} \quad (t \geq 0)$$

$$\zeta > 1 \longrightarrow y(t) = 1 + (k_1 e^{-c_1 t} - k_2 e^{-c_2 t}) \quad (t \geq 0)$$

$$c_{1,2} = -\zeta\omega_n \pm \omega_n \sqrt{\zeta^2 - 1}$$

Keterangan notasi:

$y(t)$ : tanggapan sistem

$u(t)$ : masukan (input) sistem

$\tau$ : konstanta waktu (*time constant*)

$\zeta$ : redaman sistem

$\omega_n$ : frekuensi alamiah sistem (rad/s)

Untuk selanjutnya model matematik sistem keseluruhan (kontroler dan plant) dapat diwakili dengan model sistem orde dua.

### 4. Teori Kontrol

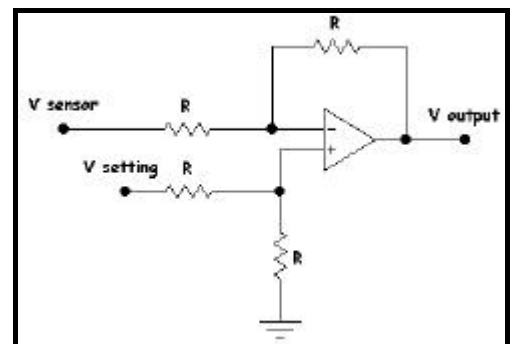
Teori kontrol modern berbeda dengan teori kontrol konvensional. Teori kontrol modern dapat diterapkan pada sistem *multi input multi output*, yang kondisinya linier ataupun tak linier, dengan parameter sistem konstan atau berubah terhadap waktu. Sedangkan teori kontrol konvensional hanya dapat diterapkan pada sistem satu masukan, satu keluaran, dengan parameter konstan.

Persamaan ruang keadaan (*state space*) merupakan representasi dari teori kontrol modern, sedangkan model fungsi alih (*transfer function*) merupakan representasi dari teori kontrol konvensional.

Fungsi alih sistem didefinisikan sebagai perbandingan transformasi Laplace keluaran terhadap transformasi Laplace masukan, dengan semua syarat awal nol. Fungsi alih sistem juga merupakan model matematika yang menghubungkan variabel masukan dengan variabel keluaran, namun ia sendiri tidak memberikan informasi mengenai struktur fisik sistem tersebut.

Jika pangkat tertinggi dalam  $s$  dalam fungsi alih adalah  $n$ , maka sistem disebut orde ke- $n$ . Kegunaan konsep fungsi alih terbatas pada sistem linier, parameter sistem tidak berubah terhadap waktu (*time invariant*), sistem dengan satu masukan dan satu keluaran (*single input-single output*)<sup>[1]</sup>.

### 5. Rangkaian Detektor Kesalahan (Error)



Gambar 1. Rangkaian Detektor Kesalahan (Error) dengan Penguat Diferensial

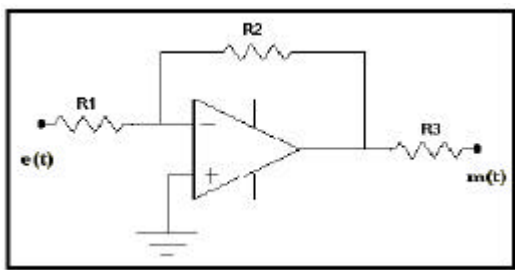
Rangkaian detektor *error* dapat disusun dari sebuah penguat kerja yang dirangkai seperti gambar diatas. Tegangan keluaran penguat kerja dirumuskan sebagai:

$$V_{\text{output}} = V_{\text{error}} = V_{\text{Setting Point}} - V_{\text{sensor}} \quad (8)$$

## 6. Kontroler Proses

Dalam sistem pengaturan, kontroler berfungsi sebagai otak sistem kontrol itu sendiri. Ada bermacam-macam tipe kontroler baik itu analog ataupun digital, misalnya: kontroler P (Proporsional), kontroler I (Integral), Kontroler PI (Proporsional-Integral), Kontroler PD (Proporsional Diferensial), dan kontroler PID (Proporsional Integral Diferensial). Dalam pembahasan selanjutnya pada makalah ini menggunakan kontroler PI.

### 6.1 Kontroler Proporsional



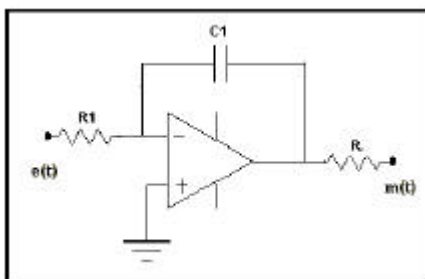
Gambar 2. Kontroler Proporsional

$m(t) = K_p \cdot e(t)$ ,  $K_p = R_2/R_1$ , fungsi alih dalam bentuk transformasi Laplace

$$\frac{m(s)}{e(s)} = K_p \quad (9)$$

Kontroler Proporsional mempunyai kelebihan yaitu waktu tanggapannya yang cepat, tetapi kekurangannya terletak pada timbulnya *steady state error*. Semakin besar nilai penguatan (*gain*) yang diberikan maka, *steady state error* makin kecil dan keluaran semakin cepat mencapai keadaan mantap, tetapi *gain* yang terlalu besar cenderung menyebabkan sistem tidak stabil.

### 6.2 Kontroler Integral



Gambar 3. Kontroler Integral

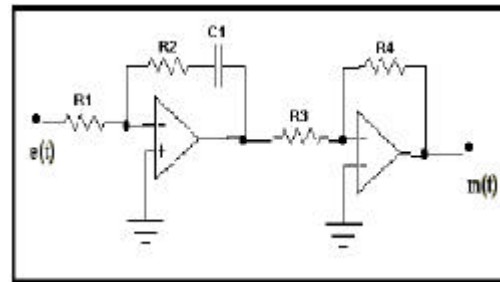
$$m(t) = \frac{1}{R_1 C_1} \int e(t) dt \quad \text{fungsi alih dalam}$$

bentuk transformasi Laplace:

$$\frac{m(s)}{e(s)} = \frac{1}{T_i s} \quad (10)$$

dengan  $T_i = R_1 C_1$ . Kelebihan kontroler integral terletak pada kemampuan membuat nol nilai *steady state error*, tetapi tanggapan kontroler ini lebih lambat bila dibandingkan dengan kontroler Proporsional.

### 6.3 Kontroler PI (Proporsional dan Integral)



Gambar 4. Kontroler PI

$$\frac{m(s)}{e(s)} = \frac{R_4 R_2}{R_3 R_1} \frac{R_2 C_2 s + 1}{R_2 C_2 s} \quad (11)$$

$$\frac{m(s)}{e(s)} = K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} \right] = K_c \frac{\tau_c s + 1}{\tau_c s}$$

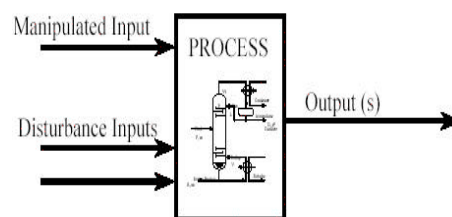
$$\text{dengan nilai: } K_p = \frac{R_4 R_2}{R_3 R_1}, T_i = R_2 C_2$$

## 7. Penguat

Sinyal keluaran kontroler masih terlalu lemah untuk mengaktifkan *actuator control*. Untuk itu agar sistem dapat bekerja dengan baik diperlukan rangkaian lain yang berfungsi memperkuat sinyal keluaran kontroler.

## 8. Pengendalian Proses

Pada umumnya proses kimia merupakan *sistem multi multi output*. Besaran masukan dapat berupa gangguan (*disturbances*) ataupun besaran *manipulated variable*



Gambar 5. Proses Industri

Dari gambar diatas terlihat bahwa keluaran proses dipengaruhi oleh sinyal input kendali (*manipulated input*) dan sinyal gangguan (*disturbance input*).

### 8.1 Proses Termal

Pemodelan proses industri selalu dimulai dengan keseimbangan konservasi kuantitas massa atau energi, dengan asumsi-asumsi aliran fluida yang masuk dan keluar memiliki kecepatan konstan, kerapatan cairan adalah konstan, kapasitas panas cairan adalah konstan. Keseimbangan energi pada keadaan tidak *steady state* dalam tangki akan menggambarkan hubungan antara temperatur masukan dan temperatur keluaran

$$V\rho C_p \frac{dT}{dt} = F\rho C_p (T_o - T) + Q - W \quad (12)$$

$$Q = UA(T - (T_{hin} + T_{out})/2)$$

Model matematika sistem setelah dilinierisasi:

$$\tau_{ex} \frac{dT'}{dt} + T = K_{ex} F_c' \quad (13)$$

Fungsi alih *Heat Exchanger* dapat dinyatakan dalam bentuk sistem orde satu:

$$\frac{T(s)}{F_h(s)} = \frac{K_{pex}}{\tau_{ex}s + 1} = G_{ex}(s) \quad (14)$$

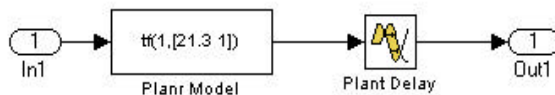
Karena ada waktu tunda / *death time* pada plant maka fungsi alih plant menjadi:

$$\frac{T(s)}{F_h(s)} = \frac{K_{pex}}{\tau_{ex}s + 1} e^{-ts} = G_{ex}(s),$$

dengan  $t$  merupakan *death time process*.

Dalam paper ini fungsi alih *plant* dinyatakan sebagai:

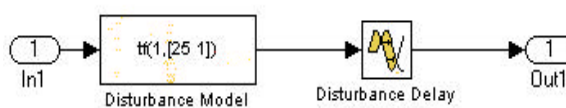
$$G_p = \frac{1}{21,3s + 1} e^{-14,7s} \quad (15)$$



Gambar 7. Rangkaian Simulasi Plant

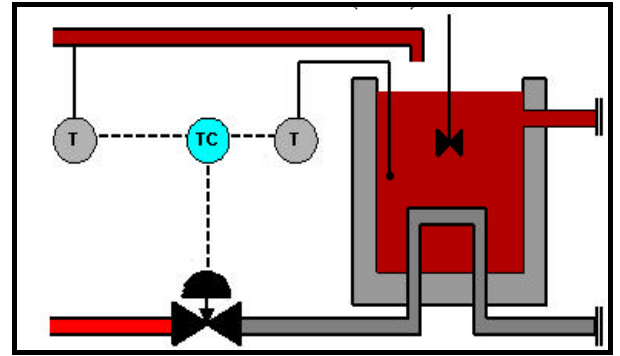
Sedangkan gangguan pada sistem dinyatakan dalam fungsi alih:

$$G_d = \frac{1}{25s + 1} e^{-35s} \quad (16)$$



Gambar 8. Rangkaian Simulasi Gangguan Plant

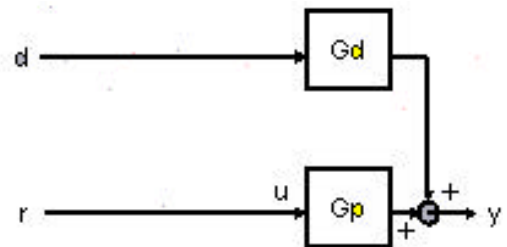
Gambar 7 dan 8 merupakan perwakilan plant dan gangguan dalam bentuk matematika pada program Matlab.



Gambar 9. Sistem Kontrol *Feedback* dan *Feedforward* pada *Heat Exchanger*

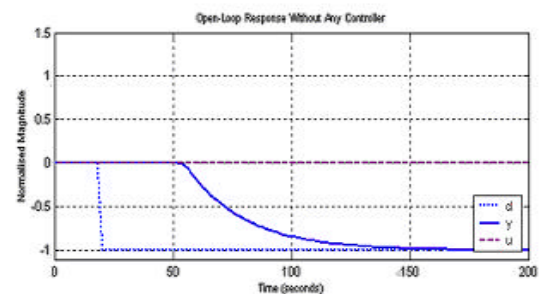
Unit ini bertujuan untuk memanaskan fluida proses dari temperatur masukan  $T_i(t)$  menjadi nilai temperatur fluida keluaran  $T(t)$ , melalui aliran media pemanas  $F_h(s)$ . Media pemanas menggunakan uap terkondensasi. Tujuan kontrol adalah untuk menjaga temperatur sistem pada suatu nilai *setting point* tertentu.

### 9. Sistem Kontrol Loop Terbuka



Gambar 10. Blok Diagram loop terbuka Jaringan Penukar Panas

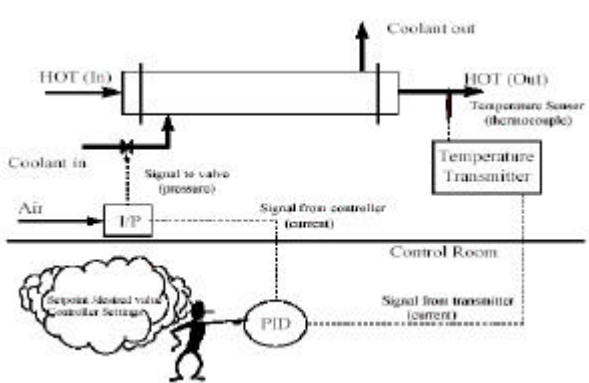
Dari blok diagram diatas terlihat bahwa nilai besaran keluaran  $y$  langsung dipengaruhi oleh fungsi alih *plant*  $G_p$ , dan gangguan  $G_d$  tanpa adanya mekanisme umpan balik.



Gambar 11. Respon Loop Terbuka Jaringan Penukar Panas

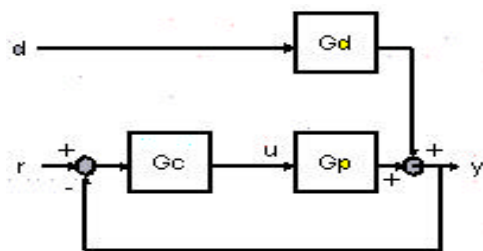
Suhu fluida ingin dipertahankan konstan pada nilai set pointnya. Tetapi sistem mendapat gangguan yaitu  $G_d$  yang menyebabkan output sistem akan terpengaruh oleh besaran gangguan. Karena tidak adanya mekanisme umpan balik maka sistem tidak dapat mengkompensasi adanya gangguan.

## 10. Sistem Kontrol Berumpan Balik (Feedback)



Gambar 12. Feedback Control

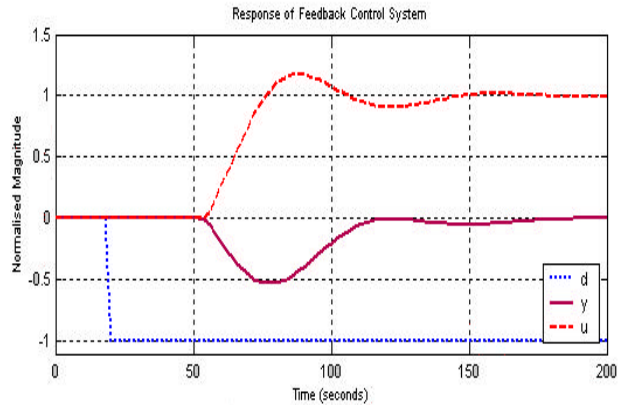
Salah satu cara memenuhi tujuan kontrol adalah dengan mengukur temperatur fluida keluaran  $T(t)$  dan membandingkan dengan nilai temperatur yang diinginkan. Berdasar hasil perbandingan tersebut dapat diputuskan tindakan apa yang harus dikerjakan agar tidak terjadi deviasi temperatur  $T(t)$ .



Gambar 13. Blok Diagram Sistem kontrol Berumpan Balik (feedback) Pada Heat Exchanger

Pada sistem kontrol loop tertutup seperti pada blok diagram diatas, kontroler Proporsional, Integral (PI) berfungsi sebagai kontroler proses yang akan meminimumkan sinyal *error*, dan membawa sistem menuju nilai *setting*-nya.

Jika temperatur  $T(t)$  melebihi nilai *setting*-nya, maka katup uap ditutup agar fluida yang keluar mempunyai temperatur yang menurun. Jika temperatur  $T(t)$  dibawah nilai *setting*-nya maka katup uap dibuka, agar uap mempengaruhi fluida yang mengalir dalam tangki.



Gambar 14. Respon Sistem dengan Feedback Controller untuk Gangguan yang Terukur, dan telah Diketahui

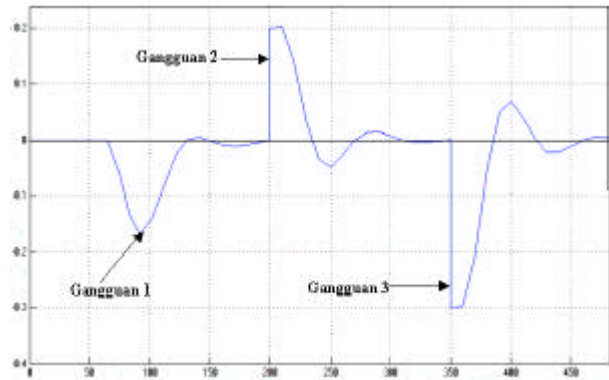
Keterangan gambar:

$d$  = disturbance

$u$  = sinyal kendali

$y$  = controlled variabel

Dari gambar 14 terlihat, akibat adanya gangguan (*disturbance*) nilai *controlled variable* dalam hal ini temperatur fluida menurun, sehingga controller PI meningkatkan sinyal kontrol  $u$ , untuk membawa sistem kembali ke nilai *set point*-nya.



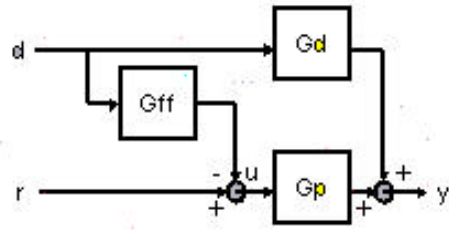
Gambar 15. Respon Sistem dengan Feedback Controller untuk Berbagai Variasi Gangguan

Dari gambar 15 terlihat bahwa, sistem kontrol berumpan balik dapat mengkompensasi semua gangguan yang ada baik itu gangguan pada bagian *output* sistem, gangguan yang tidak terukur dan tidak diketahui sebelumnya.

## 11. Feedforward Control

Tujuan *feedforward control* adalah mengukur *disturbance* dan melakukan kompensasi terhadapnya agar nilai *controlled variable* tidak menyimpang dari nilai *setting point*.





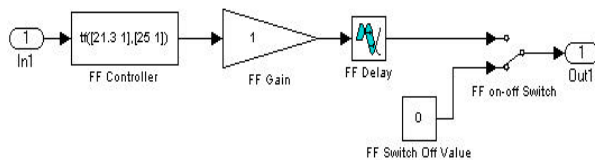
Gambar 16. Diagram Kotak Sistem Kontrol dengan Umpan Maju (Feedforward)

Feedforward controller menggunakan suatu kompensator dengan fungsi alih:

$$G_{FF}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)}; \quad G_f(s) = \frac{K_d(\tau_p s + 1)}{K_p(\tau_d s + 1)} \quad (17)$$

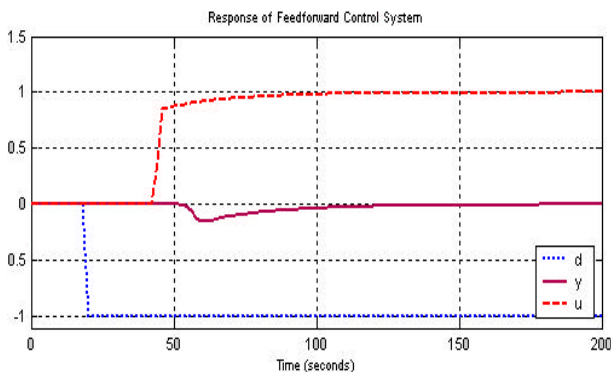
$$G_f(s) = -\frac{(21,3s + 1)}{25s + 1} e^{-20s} = -K_{FF} \frac{(21,3s + 1)}{25s + 1} e^{-\theta s}$$

dengan  $K_{FF}$  merupakan gain kontroler umpan maju dan  $\theta$  merupakan delay time kontroler.



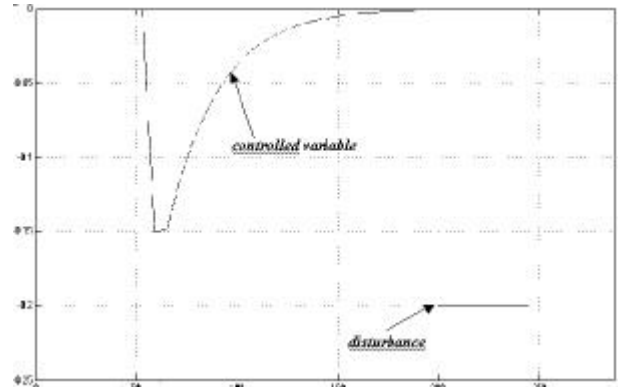
Gambar 17. Rangkaian Simulasi feedforward controller

Setelah dilakukan simulasi sistem diperoleh grafik tanggapan sistem untuk gangguan yang sifatnya terukur dan pada bagian input, seperti pada gambar dibawah.



Gambar 18. Respon Sistem dengan Feedforward Controller dan Gangguan pada Bagian Input, Terukur (Measured Disturbance), dan Diketahui

Dari gambar 18 terlihat bahwa respon sistem cukup baik, dan dapat mengkompensasi gangguan pada bagian input yang sifatnya terukur (measured disturbance) dan diketahui (known disturbance) .

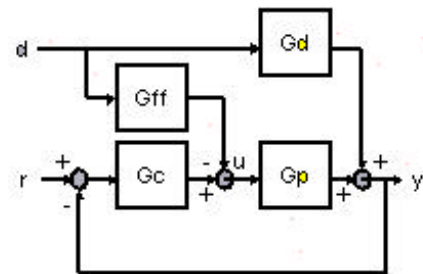


Gambar 19. Respon Sistem dengan Feedforward Controller untuk Gangguan pada Bagian Output

Pada gambar 19 terlihat tanggapan sistem dengan **feedforward controller** untuk gangguan yang sifatnya bukan pada bagian input, tidak terukur, dan tidak diketahui sebelumnya. Dari gambar terlihat bahwa sistem tidak dapat mengkompensasi gangguan tersebut.

## 12. Sistem Kontrol Gabungan (Feedback dan Feedforward)

Gambar 20 merupakan gabungan sistem kontrol feedback dan feedforward.



Gambar 20. Blok Diagram Gabungan Sistem Kontrol Feedback dan Feedforward Pada Heat Exchanger

### Keterangan gambar:

Gff: fungsi alih feedforward controller

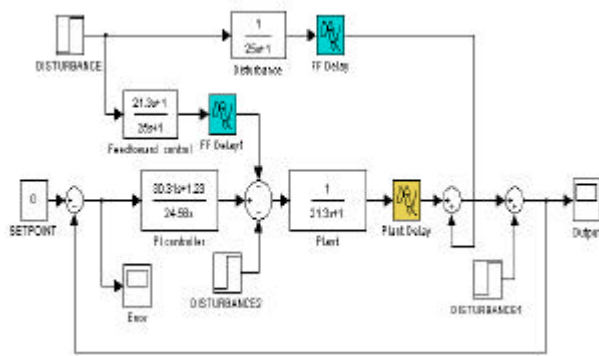
Gd: fungsi alih gangguan (disturbance)

Gc: fungsi alih kontroler

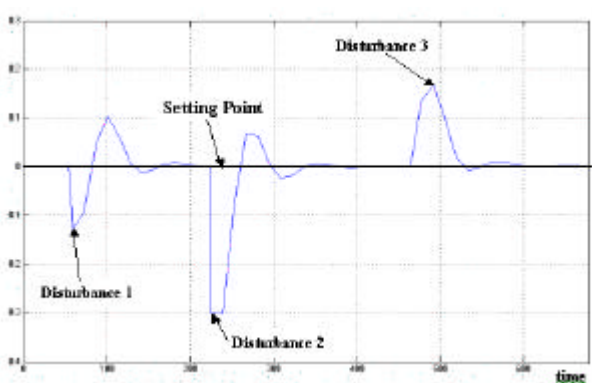
Gp: fungsi alih plant

Gambar 21 merupakan rangkaian simulasi sistem kontrol feedback dan feedforward dengan menggunakan Matlab.

Respon sistem kontrol ditunjukkan seperti pada gambar 22. terlihat bahwa sistem kontrol gabungan feedback dan feedforward dapat mengkompensasi semua gangguan yang ada, sehingga nilai keluarannya dapat tetap dipertahankan pada nilai setting point.



Gambar 21. Rangkaian simulasi sistem kontrol *feed-back* dan *feedforward* dengan menggunakan Matlab-Simulink



Gambar 22. Respon sistem kontrol *feedback* dan *feedforward* dengan berbagai variasi gangguan

### 13. Kesimpulan

Dari hasil pembahasan di atas dapat disimpulkan:

1. Sistem kontrol dengan umpan maju (*feedforward*) hanya dapat mengkompensasi gangguan, yang merupakan bagian *input* sistem, terukur dan dapat diprediksi sebelumnya.
2. Jika *disturbance* sistem tidak berhubungan dengan besaran masukan (*input*), tidak terukur, atau tidak diketahui (*unknown*) maka *controlled variable* tidak akan dapat dikendalikan lagi. Karenanya sistem ini jarang digunakan dalam praktek.
3. Dari hasil simulasi terlihat bahwa *feedback control* dapat melakukan kompensasi terhadap semua jenis *disturbance*.
4. Kekurangan *feedback control* terletak pada cara melakukan kompensasi terhadap *disturbance*. Konsep ini hanya akan melakukan kompensasi terhadap *disturbance*, jika *controlled variable* menyimpang dari nilai *setting point*. Jadi sistem tidak dapat cepat

bereaksi jika letak *disturbance* jauh dari *controlled variable*.

### Daftar Pustaka

1. Ogata K., *Modern Control Engineering*, Prentice Hall International, Inc., 1996.
2. Gopal M., *Control System Engineering*, Wiley Eastern Limited, New Delhi., 1982.
3. Ogata K., *Solving Control Engineering Problems with MATLAB*, Prentice Hall International, Inc., 1994.
4. Shahian Bahram, Hassul Michael., *Control Sistem Design Using Matlab*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey., 1993.
5. Shearer, J. Lowen., *Dynamic Modeling and Control of Engineering Systems*, Macmillan Publishing Company, New York., 1990.
6. Houpis D'Azzo, *Linier Control Systems Analysis and Design*, 1986.
7. Suminar-Petrucci Ralph H., *General Chemistry. Principles and Modern Application*, Collier Macmillan, Inc., 1985.
8. Harmon Ray., *Advanced Process Control*, Mc Graw Hill.